

**IN THE UNITED STATES PATENT AND TRADEMARK OFFICE**

In re Application of:

KAISER et al.

Art Unit: Unassigned

Re-issue of U.S. Patent No. 6,578,378

Application No. Unassigned

Examiner: Unassigned

Filed: March 31, 2004

For: PROCESS AND INSTALLATION FOR  
RECOVERY AND PURIFICATION OF  
ETHYLENE PRODUCED BY PYROLYSIS  
OF HYDROCARBONS, AND GASES  
OBTAINED BY THIS PROCESS

**CLAIM OF PRIORITY**

Mail Stop  
Commissioner for Patents  
P.O. Box 1450  
Alexandria, VA 22313-1450

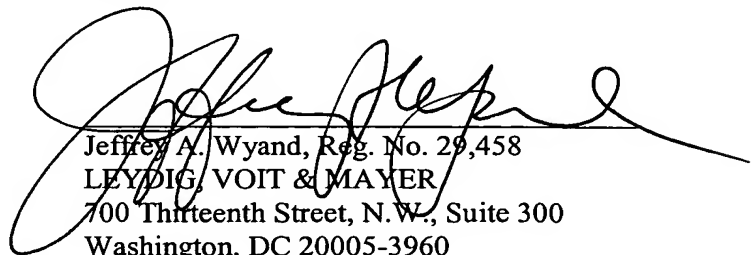
Dear Sir:

In accordance with the provisions of 35 USC 119, Applicants claim the priority of the following application or the applications (if more than one application is set out below):

Application No. 00 15922, filed in France on December 7, 2000.

Certified copies of the above-listed priority document is enclosed.

Respectfully submitted,



Jeffrey A. Wyand, Reg. No. 29,458  
LEYDIG, VOIT & MAYER  
700 Thirteenth Street, N.W., Suite 300  
Washington, DC 20005-3960  
(202) 737-6770 (telephone)  
(202) 737-6776 (facsimile)

Date: March 31, 2004  
JAW:ves

**THIS PAGE BLANK (USPTO)**



0015922  
DAI  
(C)

# BREVET D'INVENTION

## CERTIFICAT D'UTILITÉ - CERTIFICAT D'ADDITION

### COPIE OFFICIELLE

Le Directeur général de l'Institut national de la propriété industrielle certifie que le document ci-annexé est la copie certifiée conforme d'une demande de titre de propriété industrielle déposée à l'Institut.

19 DEC. 2003

Fait à Paris, le \_\_\_\_\_

Pour le Directeur général de l'Institut  
national de la propriété industrielle  
Le Chef du Département des brevets

Martine PLANCHE

INSTITUT  
NATIONAL DE  
LA PROPRIÉTÉ  
INDUSTRIELLE

SIEGE  
26 bis, rue de Saint Petersburg  
75800 PARIS cedex 08  
Téléphone : 33 (0)1 53 04 53 04  
Télécopie : 33 (0)1 53 04 45 23  
[www.inpi.fr](http://www.inpi.fr)



**THIS PAGE BLANK (USPTO)**



26 bis, rue de Saint Pétersbourg  
75800 Paris Cedex 08  
Téléphone : 01 53 04 53 04 Télécopie : 01 42 94 86 54

# BREVET D'INVENTION CERTIFICAT D'UTILITÉ

Code de la propriété intellectuelle - Livre VI

**cerfa**  
N° 11354\*01

REQUÊTE EN DÉLIVRANCE 1/2

<b>REMISE DES PIÈCES</b> DATE <b>7 DEC 2000</b> LIEU <b>75 INPI PARIS</b> N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL ATTRIBUÉ PAR L'INPI <b>0015922</b> DATE DE DÉPÔT ATTRIBUÉE PAR L'INPI <b>0 7 DEC. 2000</b>		<b>Réservé à l'INPI</b>		Cet imprimé est à remplir lisiblement à l'encre noire DB 540 W / 260899	
<b>Vos références pour ce dossier</b> (facultatif) 50754		<b>1 NOM ET ADRESSE DU DEMANDEUR OU DU MANDATAIRE</b> À QUI LA CORRESPONDANCE DOIT ÊTRE ADRESSÉE CABINET WEINSTEIN 56A rue du Faubourg Saint Honoré 75008 PARIS			
<b>Confirmation d'un dépôt par télécopie</b> <input type="checkbox"/> N° attribué par l'INPI à la télécopie					
<b>2 NATURE DE LA DEMANDE</b>		<b>Cochez l'une des 4 cases suivantes</b>			
Demande de brevet		<input checked="" type="checkbox"/>			
Demande de certificat d'utilité		<input type="checkbox"/>			
Demande divisionnaire		<input type="checkbox"/>			
Demande de brevet initiale		N°		Date	
ou demande de certificat d'utilité initiale		N°		Date	
Transformation d'une demande de brevet européen		N°		Date	
<b>3 TITRE DE L'INVENTION (200 caractères ou espaces maximum)</b> "Procédé et installation pour la récupération et la purification de l'éthylène produit par pyrolyse d'hydrocarbures, et gaz obtenus par ce procédé"					
<b>4 DÉCLARATION DE PRIORITÉ OU REQUÊTE DU BÉNÉFICE DE LA DATE DE DÉPÔT D'UNE DEMANDE ANTÉRIEURE FRANÇAISE</b>		Pays ou organisation Date N° Pays ou organisation Date N° Pays ou organisation Date N° <input type="checkbox"/> S'il y a d'autres priorités, cochez la case et utilisez l'imprimé «Suite» <input type="checkbox"/> S'il y a d'autres demandeurs, cochez la case et utilisez l'imprimé «Suite»			
<b>5 DEMANDEUR</b>		<b>TECHNIP</b>			
Nom ou dénomination sociale					
Prénoms					
Forme juridique		Société Anonyme			
N° SIREN					
Code APE-NAF					
Adresse		170 Place Henri Régnauld			
Rue					
Code postal et ville		92400 COURBEVOIE			
Pays		FRANCE			
Nationalité		Française			
N° de téléphone (facultatif)					
N° de télécopie (facultatif)					
Adresse électronique (facultatif)					

**BREVET D'INVENTION  
CERTIFICAT D'UTILITÉ**

REQUÊTE EN DÉLIVRANCE 2/2

REMISE DES PIÈCES DATE <b>7 DEC 2000</b> LIEU <b>75 INPI PARIS</b> N° D'ENREGISTREMENT <b>0015922</b> NATIONAL ATTRIBUÉ PAR L'INPI		Réservé à l'INPI	
<b>Vos références pour ce dossier :</b> <i>(facultatif)</i>		50754	
<b>6 MANDATAIRE</b>			
Nom		THINAT	
Prénom		Michel	
Cabinet ou Société		CABINET WEINSTEIN	
N° de pouvoir permanent et/ou de lien contractuel			
Adresse	Rue	56A rue du Faubourg Saint Honoré	
	Code postal et ville	75008	PARIS
N° de téléphone <i>(facultatif)</i>			
N° de télécopie <i>(facultatif)</i>			
Adresse électronique <i>(facultatif)</i>			
<b>7 INVENTEUR (S)</b>			
Les inventeurs sont les demandeurs		<input type="checkbox"/> Oui <input checked="" type="checkbox"/> Non Dans ce cas fournir une désignation d'inventeur(s) séparée	
<b>8 RAPPORT DE RECHERCHE</b>		Uniquement pour une demande de brevet (y compris division et transformation)	
Établissement immédiat ou établissement différé		<input checked="" type="checkbox"/>	
Paiement échelonné de la redevance		Paiement en deux versements, uniquement pour les personnes physiques <input type="checkbox"/> Oui <input type="checkbox"/> Non	
<b>9 RÉDUCTION DU TAUX DES REDEVANCES</b>		Uniquement pour les personnes physiques <input type="checkbox"/> Requête pour la première fois pour cette invention <i>(joindre un avis de non-imposition)</i> <input type="checkbox"/> Requête antérieurement à ce dépôt <i>(joindre une copie de la décision d'admission pour cette invention ou indiquer sa référence) :</i>	
Si vous avez utilisé l'imprimé «Suite», indiquez le nombre de pages jointes			
<b>10 SIGNATURE DU DEMANDEUR OU DU MANDATAIRE</b> (Nom et qualité du signataire) Michel THINAT 92-1038 Le 7 Décembre 2000		VISA DE LA PRÉFECTURE OU DE L'INPI BERNOUIS	

**CABINET WEINSTEIN**  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint Honoré  
75008 PARIS



# BREVET D'INVENTION

## CERTIFICAT D'UTILITÉ

Code de la propriété intellectuelle - Livre VI



N° 11 235°02

### DÉPARTEMENT DES BREVETS

26 bis, rue de Saint Pétersbourg  
75800 Paris Cedex 08

Téléphone : 01 53 04 53 04 Télécopie : 01 42 93 59 30

DÉSIGNATION D'INVENTEUR(S) Page N° 1.. / 1..

(Si le demandeur n'est pas l'inventeur ou l'unique inventeur)

Cet imprimé est à remplir lisiblement à l'encre noire

08 113 W / 260899

Vos références pour ce dossier  
(facultatif)

50754

N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL

00 15 922

TITRE DE L'INVENTION (200 caractères ou espaces maximum)

"Procédé et installation pour la récupération et la purification de l'éthylène produit par pyrolyse d'hydrocarbures, et gaz obtenus par ce procédé"

LE(S) DEMANDEUR(S) :

TECHNIP

DESIGNE(NT) EN TANT QU'INVENTEUR(S) : (Indiquez en haut à droite «Page N° 1/1» S'il y a plus de trois inventeurs, utilisez un formulaire identique et numérotez chaque page en indiquant le nombre total de pages).

Nom

KAISER

Prénoms

Victor

Adresse

Rue

12, Avenue Lavoisier

Code postal et ville

78600

MAISONS LAFFITTE

Société d'appartenance (facultatif)

Nom

LAUGIER

Prénoms

Jean Paul

Adresse

Rue

11, Rue Nicolas Fortin

Code postal et ville

75013

PARIS

Société d'appartenance (facultatif)

Nom

SIMON

Prénoms

Yvon

Adresse

Rue

2, Rue Jean Mermoz

Code postal et ville

78350

LES LOGES EN JOSAS

Société d'appartenance (facultatif)

DATE ET SIGNATURE(S)

DU (DES) DEMANDEUR(S)

OU DU MANDATAIRE

(Nom et qualité du signataire)

jean-Paul BENTZ

99-0308

Le 30 Janvier 2001

CABINET WEINGARTEN  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75003 PARIS

## ORIGINAL

La présente invention concerne de façon générale et selon un premier de ses aspects, l'industrie chimique et en particulier une méthode de récupération à haut rendement et de purification de l'éthylène ainsi que d'autres produits issus d'un gaz produit par pyrolyse d'hydrocarbures. Cette invention concerne également une installation et des équipements destinés à mettre en oeuvre cette méthode à une échelle industrielle.

Un grand nombre d'ouvrages et de brevets traitant de la production, de la récupération et de la purification des oléfines montre leur importance industrielle et les problèmes rencontrés au cours de la mise en oeuvre des différents procédés.

Récemment, la capacité de production des unités d'éthylène, a atteint et même dépassé le chiffre de 1 million de tonnes par an, pour une seule ligne, ce qui nécessite une nouvelle approche de la conception du procédé, des équipements et de la contrôlabilité de l'unité.

Dans les systèmes de récupération et de purification, spécialement pour l'éthylène, l'élimination de l'acétylène constitue un élément clé de la purification. En raison de sa volatilité relative par rapport à l'éthylène et à l'éthane, il ne peut pas être séparé par distillation. Dans la pratique industrielle, il n'y a que deux procédés appliqués : l'absorption de l'acétylène par un solvant et l'hydrogénation en éthylène et en éthane.

La première méthode met en jeu un solvant qui est habituellement du N,N-diméthylformamide (DMF) ou de la N-méthylpyrrolidone (NMP), ce qui permet de récupérer préférentiellement l'acétylène sous forme dissoute.

La deuxième méthode, qui correspond à une hydrogénation catalytique, est généralement réalisée soit par un traitement de la totalité du gaz issu du craquage avant séparation de l'hydrogène contenu dans celui-ci, soit par un traitement séparé des coupes contenant des





**DÉPARTEMENT DES BREVETS**

26 bis, rue de Saint Pétersbourg

75800 Paris Cedex 08

Téléphone : 01 53 04 53 04 Télécopie : 01 42 93 59 30

**DÉSIGNATION D'INVENTEUR(S)** Page N° 1.. / 1..

(Si le demandeur n'est pas l'inventeur ou l'unique inventeur)

Cet imprimé est à remplir lisiblement à l'encre noire

DB 113 W / 260899

**Vos références pour ce dossier**  
(facultatif)

50754

**N° D'ENREGISTREMENT NATIONAL**

00 15 922

**TITRE DE L'INVENTION** (200 caractères ou espaces maximum)

"Procédé et installation pour la récupération et la purification de l'éthylène produit par pyrolyse d'hydrocarbures, et gaz obtenus par ce procédé"

**LE(S) DEMANDEUR(S) :**

TECHNIP

**DESIGNE(NT) EN TANT QU'INVENTEUR(S) :** (Indiquez en haut à droite «Page N° 1/1» S'il y a plus de trois inventeurs, utilisez un formulaire identique et numérotez chaque page en indiquant le nombre total de pages).

Nom

KAISER

Prénoms

Victor

Adresse

Rue

12, Avenue Lavoisier

Code postal et ville

78600

MAISONS LAFFITTE

Société d'appartenance (facultatif)

Nom

LAUGIER

Prénoms

Jean Paul

Adresse

Rue

11, Rue Nicolas Fortin

Code postal et ville

75013

PARIS

Société d'appartenance (facultatif)

Nom

SIMON

Prénoms

Yvon

Adresse

Rue

2, Rue Jean Mermoz

Code postal et ville

78350

LES LOGES EN JOSAS

Société d'appartenance (facultatif)

**DATE ET SIGNATURE(S)**

**DU (DES) DEMANDEUR(S)**

**OU DU MANDATAIRE**

**(Nom et qualité du signataire)**

jean-Paul BENTZ

99-0308

Le 30 Janvier 2001

**CABINET WEINSTEIN**  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75003 PARIS

## ORIGINAL

La présente invention concerne de façon générale et selon un premier de ses aspects, l'industrie chimique et en particulier une méthode de récupération à haut rendement et de purification de l'éthylène ainsi que d'autres produits issus d'un gaz produit par pyrolyse d'hydrocarbures. Cette invention concerne également une installation et des équipements destinés à mettre en oeuvre cette méthode à une échelle industrielle.

Un grand nombre d'ouvrages et de brevets traitant de la production, de la récupération et de la purification des oléfines montre leur importance industrielle et les problèmes rencontrés au cours de la mise en oeuvre des différents procédés.

Récemment, la capacité de production des unités d'éthylène, a atteint et même dépassé le chiffre de 1 million de tonnes par an, pour une seule ligne, ce qui nécessite une nouvelle approche de la conception du procédé, des équipements et de la contrôlabilité de l'unité.

Dans les systèmes de récupération et de purification, spécialement pour l'éthylène, l'élimination de l'acétylène constitue un élément clé de la purification. En raison de sa volatilité relative par rapport à l'éthylène et à l'éthane, il ne peut pas être séparé par distillation. Dans la pratique industrielle, il n'y a que deux procédés appliqués : l'absorption de l'acétylène par un solvant et l'hydrogénation en éthylène et en éthane.

La première méthode met en jeu un solvant qui est habituellement du N,N-diméthylformamide (DMF) ou de la N-méthylpyrrolidone (NMP), ce qui permet de récupérer préférentiellement l'acétylène sous forme dissoute.

La deuxième méthode, qui correspond à une hydrogénation catalytique, est généralement réalisée soit par un traitement de la totalité du gaz issu du craquage avant séparation de l'hydrogène contenu dans celui-ci, soit par un traitement séparé des coupes contenant des

hydrocarbures en  $C_2$  après un ajout d'hydrogène suffisamment pur pour transformer tout l'acétylène en éthylène et en éthane. Ces deux types d'hydrogénation utilisent des catalyseurs à base de palladium ayant  
5 différentes formulations.

L'étape d'hydrogénation de l'acétylène a également été le sujet de très nombreux ouvrages et inventions traitant du système de catalyseur et des formulations du catalyseur et exposant les inconvénients spécifiques liés  
10 à chacune des technologies d'hydrogénation:

Ainsi, dans le cas du traitement de la totalité du gaz de craquage issu de la pyrolyse d'hydrocarbures dans un réacteur d'hydrogénation, il peut se produire une réaction d'emballement correspondant à une accélération  
15 de la cinétique de la réaction de transformation de l'acétylène en éthylène (et aussi de réactions secondaires indésirables) en raison d'une augmentation importante de la température du catalyseur conjointement à la présence d'un grand excès d'hydrogène (50 à 100 fois  
20 la quantité requise par la stœchiométrie). L'éthylène peut alors se transformer en éthane et provoquer ainsi une forte augmentation de la température qui oblige à dépressuriser immédiatement le réacteur pour éviter une explosion.

25 Dans le cas du traitement de la coupe  $C_2$  seule, il peut se produire une polymérisation de l'acétylène et une désactivation progressive du catalyseur, en raison de la grande concentration en hydrocarbures insaturés de la coupe à traiter, ce qui exige de procéder à une  
30 régénération ou à un remplacement périodique de la charge du catalyseur. Généralement, on installe un réacteur de réserve afin de ne pas interrompre la production. De plus, il faut utiliser un courant d'hydrogène purifié pour la réaction et ces deux aspects tendent à augmenter  
35 les investissements pour les équipements de réserve ou les équipements servant uniquement à l'objectif décrit.

La présente invention pallie les inconvénients respectifs des techniques antérieures connues, par la purification de la fraction riche en éthylène à une étape intermédiaire du procédé.

5       Ainsi, l'invention concerne, selon un des ses aspects, un procédé de fractionnement d'un gaz sensiblement anhydre issu de la pyrolyse d'hydrocarbures contenant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du  
10       propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, comprenant des étapes où:

15       a) on refroidit et on liquéfie progressivement le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur de plus en plus froides, on sépare du gaz de pyrolyse au moins un condensat après passage dans chaque zone  
20       d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure d'hydrogène, de méthane et d'acétylène, et on collecte le gaz résiduel, riche en  
25       hydrogène,

30       b) on évapore au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et éthane et le condensat enrichi en propylène et on les réchauffe, indépendamment ou non, dans au moins une des zones d'échange de chaleur par échange thermique avec des fluides à refroidir, incluant au moins le gaz issu de la pyrolyse, pour fournir respectivement une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en  
35       éthane, et une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en propylène, de façon à fournir au moins une

hydrocarbures en  $C_2$  après un ajout d'hydrogène suffisamment pur pour transformer tout l'acétylène en éthylène et en éthane. Ces deux types d'hydrogénation utilisent des catalyseurs à base de palladium ayant  
5 différentes formulations.

L'étape d'hydrogénation de l'acétylène a également été le sujet de très nombreux ouvrages et inventions traitant du système de catalyseur et des formulations du catalyseur et exposant les inconvénients spécifiques liés  
10 à chacune des technologies d'hydrogénation:

Ainsi, dans le cas du traitement de la totalité du gaz de craquage issu de la pyrolyse d'hydrocarbures dans un réacteur d'hydrogénation, il peut se produire une réaction d'emballement correspondant à une accélération  
15 de la cinétique de la réaction de transformation de l'acétylène en éthylène (et aussi de réactions secondaires indésirables) en raison d'une augmentation importante de la température du catalyseur conjointement à la présence d'un grand excès d'hydrogène (50 à 100 fois  
20 la quantité requise par la stœchiométrie). L'éthylène peut alors se transformer en éthane et provoquer ainsi une forte augmentation de la température qui oblige à dépressuriser immédiatement le réacteur pour éviter une explosion.

Dans le cas du traitement de la coupe  $C_2$  seule, il peut se produire une polymérisation de l'acétylène et une désactivation progressive du catalyseur, en raison de la grande concentration en hydrocarbures insaturés de la coupe à traiter, ce qui exige de procéder à une  
25 régénération ou à un remplacement périodique de la charge du catalyseur. Généralement, on installe un réacteur de réserve afin de ne pas interrompre la production. De plus, il faut utiliser un courant d'hydrogène purifié pour la réaction et ces deux aspects tendent à augmenter  
30 les investissements pour les équipements de réserve ou les équipements servant uniquement à l'objectif décrit.

La présente invention pallie les inconvénients respectifs des techniques antérieures connues, par la purification de la fraction riche en éthylène à une étape intermédiaire du procédé.

5 Ainsi, l'invention concerne, selon un des ses aspects, un procédé de fractionnement d'un gaz sensiblement anhydre issu de la pyrolyse d'hydrocarbures contenant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du  
10 propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, comprenant des étapes où:

15 a) on refroidit et on liquéfie progressivement le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur de plus en plus froides, on sépare du gaz de pyrolyse au moins un condensat après passage dans chaque zone  
20 d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure d'hydrogène, de méthane et d'acétylène, et on collecte le gaz résiduel, riche en  
25 hydrogène,

b) on évapore au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et éthane et le condensat enrichi en propylène et on les réchauffe, indépendamment ou non, dans au moins une des  
30 zones d'échange de chaleur par échange thermique avec des fluides à refroidir, incluant au moins le gaz issu de la pyrolyse, pour fournir respectivement une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en  
35 éthane, et une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en propylène, de façon à fournir au moins une

partie du froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures lors de son passage dans lesdites zones successives d'échange de chaleur,

5 c) on introduit les fractions au moins partiellement évaporées issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane étant admis en un point  
10 de la partie de colonne de distillation appelée dééthaniseur plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène, la partie de colonne de distillation appelée dééthaniseur fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant  
15 de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et en éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide enrichi en propylène,  
20 qui est collecté,

d) on envoie le premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et en éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène  
25 au moyen de l'hydrogène contenu dans le premier courant de tête gazeux, pour fournir un courant essentiellement exempt d'acétylène et

e) on refroidit et on fractionne, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur, le  
30 courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête, enrichie en hydrogène et/ou méthane, qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond, enrichie en éthylène et en éthane et essentiellement exempte  
35 d'acétylène, qui est également collectée.

Le gaz de charge est en général essentiellement exempt d'eau afin de prévenir des dépôts de glace dans

les circuits à basse température. Ainsi, une teneur en eau inférieure à 10 ppm en volume, de préférence inférieure à 1 ppm, est souhaitable.

5 Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut mettre en oeuvre le courant de gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures à une pression de 15-50 bar, de préférence 28-38 bar, et la zone de distillation appelée dééthaniseur peut être à une pression de 10-30 bar, de préférence 14-24 bar, plus basse que la pression  
10 du gaz de pyrolyse.

Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut mettre en oeuvre les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation appelée dééthaniseur, qui contiennent de l'hydrogène  
15 dissous en proportion telle que le premier courant de tête gazeux renferme de 2 à 10 %, de préférence de 4 à 5 %, en moles, d'hydrogène, et l'étape (d) peut être mise en oeuvre par hydrogénation sélective essentiellement en éthylène de l'acétylène contenu dans le premier courant  
20 de tête gazeux au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant de tête gazeux de l'étape (c), la température de la zone d'hydrogénation étant comprise entre 0 et 160°C inclus.

Selon un de ses aspects, le procédé selon  
25 l'invention peut mettre en oeuvre l'hydrogène dissous dans les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation appelée dééthaniseur, de sorte qu'il est le seul hydrogène utilisé pour l'hydrogénation effectuée à l'étape (d).

30 Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut être mis en oeuvre en envoyant dans la partie haute du dééthaniseur de l'étape (c) deux ou trois condensats obtenus après passage successif du gaz de pyrolyse respectivement dans deux ou trois dernières  
35 zones d'échange de chaleur de l'étape (a), en considérant que la première zone d'échange de chaleur est celle qui



partie du froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures lors de son passage dans lesdites zones successives d'échange de chaleur,

5 c) on introduit les fractions au moins partiellement évaporées issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane étant admis en un point  
10 de la partie de colonne de distillation appelée dééthaniseur plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène, la partie de colonne de distillation appelée dééthaniseur fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant  
15 de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et en éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide enrichi en propylène,  
20 qui est collecté,

d) on envoie le premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et en éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène  
25 au moyen de l'hydrogène contenu dans le premier courant de tête gazeux, pour fournir un courant essentiellement exempt d'acétylène et

e) on refroidit et on fractionne, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur, le  
30 courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête, enrichie en hydrogène et/ou méthane, qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond, enrichie en éthylène et en éthane et essentiellement exempte  
35 d'acétylène, qui est également collectée.

Le gaz de charge est en général essentiellement exempt d'eau afin de prévenir des dépôts de glace dans

les circuits à basse température. Ainsi, une teneur en eau inférieure à 10 ppm en volume, de préférence inférieure à 1 ppm, est souhaitable.

Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut mettre en oeuvre le courant de gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures à une pression de 15-50 bar, de préférence 28-38 bar, et la zone de distillation appelée dééthaniseur peut être à une pression de 10-30 bar, de préférence 14-24 bar, plus basse que la pression du gaz de pyrolyse.

Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut mettre en oeuvre les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation appelée dééthaniseur, qui contiennent de l'hydrogène dissous en proportion telle que le premier courant de tête gazeux renferme de 2 à 10 %, de préférence de 4 à 5 %, en moles, d'hydrogène, et l'étape (d) peut être mise en oeuvre par hydrogénation sélective essentiellement en éthylène de l'acétylène contenu dans le premier courant de tête gazeux au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant de tête gazeux de l'étape (c), la température de la zone d'hydrogénation étant comprise entre 0 et 160°C inclus.

Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut mettre en oeuvre l'hydrogène dissous dans les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation appelée dééthaniseur, de sorte qu'il est le seul hydrogène utilisé pour l'hydrogénation effectuée à l'étape (d).

Selon un de ses aspects, le procédé selon l'invention peut être mis en oeuvre en envoyant dans la partie haute du dééthaniseur de l'étape (c) deux ou trois condensats obtenus après passage successif du gaz de pyrolyse respectivement dans deux ou trois dernières zones d'échange de chaleur de l'étape (a), en considérant que la première zone d'échange de chaleur est celle qui

est la première à être en contact avec le gaz de pyrolyse.

Le gaz de pyrolyse peut être, par exemple, un gaz de pyrolyse de naphta ou un gaz de pyrolyse d'éthane.

5 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la deuxième fraction gazeuse de tête issue du déméthaniseur peut être épurée par distillation pour récupérer de l'éthylène et de l'éthane.

10 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, le gaz de pyrolyse peut être un gaz de pyrolyse d'éthane ou de mélange éthane/propane et la deuxième fraction gazeuse de tête issue du déméthaniseur peut être mélangée avec le gaz de pyrolyse sans récupération d'éthylène, pour un nouveau traitement en  
15 mélange avec le gaz de pyrolyse à l'étape (a).

Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la teneur en hydrogène du premier courant de tête gazeux issu du dééthaniseur peut être augmentée par l'ajout d'hydrogène provenant de la tête d'un séparateur  
20 d'un fluide, ce fluide provenant de la réfrigération dans une zone d'échange de chaleur du fluide résiduel gazeux provenant de la réfrigération dans les zones d'échange de chaleur successives du gaz de pyrolyse.

Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, on recycle une partie de la deuxième  
25 fraction liquide de fond provenant du déméthaniseur vers le dééthaniseur, de manière à réduire la concentration en acétylène du premier courant de tête gazeux issu du dééthaniseur.

30 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, l'étape (d) peut être mise en oeuvre par extraction de l'acétylène au moyen d'un solvant.

Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la concentration en monoxyde de carbone  
35 contenu dans le premier courant de tête gazeux peut avoir un effet modérateur sur la vitesse de la réaction catalysée dans la zone d'élimination d'acétylène.

Selon un autre de ses aspects, la présente invention concerne une installation de fractionnement d'un gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, comprenant:

10 a) des moyens pour refroidir et liquéfier progressivement le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur de plus en plus froides, des moyens pour séparer du gaz de pyrolyse au moins un  
15 condensat après passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure d'hydrogène, de méthane et  
20 d'acétylène, et des moyens pour collecter le gaz non-condensé résiduel, riche en hydrogène,

b) des moyens pour évaporer au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et en éthane et le condensat enrichi en  
25 propylène et des moyens pour les réchauffer indépendamment dans au moins une des zones d'échange de chaleur par échange thermique avec des fluides à refroidir, pour fournir respectivement une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du  
30 réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en éthane, et une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en propylène, de façon à fournir au moins une partie du froid nécessaire au refroidissement et à la  
35 liquéfaction progressives d'au moins le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures lors de son passage successif dans les zones d'échange de chaleur,

est la première à être en contact avec le gaz de pyrolyse.

Le gaz de pyrolyse peut être, par exemple, un gaz de pyrolyse de naphtha ou un gaz de pyrolyse d'éthane.

5 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la deuxième fraction gazeuse de tête issue du déméthaniseur peut être épurée par distillation pour récupérer de l'éthylène et de l'éthane.

10 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, le gaz de pyrolyse peut être un gaz de pyrolyse d'éthane ou de mélange éthane/propane et la deuxième fraction gazeuse de tête issue du déméthaniseur peut être mélangée avec le gaz de pyrolyse sans  
15 récupération d'éthylène, pour un nouveau traitement en mélange avec le gaz de pyrolyse à l'étape (a).

Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la teneur en hydrogène du premier courant de tête gazeux issu du dééthaniseur peut être augmentée par  
20 l'ajout d'hydrogène provenant de la tête d'un séparateur d'un fluide, ce fluide provenant de la réfrigération dans une zone d'échange de chaleur du fluide résiduel gazeux provenant de la réfrigération dans les zones d'échange de chaleur successives du gaz de pyrolyse.

25 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, on recycle une partie de la deuxième fraction liquide de fond provenant du déméthaniseur vers le dééthaniseur, de manière à réduire la concentration en acétylène du premier courant de tête gazeux issu du dééthaniseur.

30 Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, l'étape (d) peut être mise en oeuvre par extraction de l'acétylène au moyen d'un solvant.

Selon un des aspects du procédé conforme à l'invention, la concentration en monoxyde de carbone  
35 contenu dans le premier courant de tête gazeux peut avoir un effet modérateur sur la vitesse de la réaction catalysée dans la zone d'élimination d'acétylène.

Selon un autre de ses aspects, la présente invention concerne une installation de fractionnement d'un gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, comprenant:

10 a) des moyens pour refroidir et liquéfier progressivement le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur de plus en plus froides, des moyens pour séparer du gaz de pyrolyse au moins un  
15 condensat après passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure d'hydrogène, de méthane et  
20 d'acétylène, et des moyens pour collecter le gaz non-condensé résiduel, riche en hydrogène,

b) des moyens pour évaporer au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et en éthane et le condensat enrichi en  
25 propylène et des moyens pour les réchauffer indépendamment dans au moins une des zones d'échange de chaleur par échange thermique avec des fluides à refroidir, pour fournir respectivement une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du  
30 réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en éthane, et une fraction au moins partiellement évaporée issue de la détente et du réchauffement de la fraction enrichie en propylène, de façon à fournir au moins une partie du froid nécessaire au refroidissement et à la  
35 liquéfaction progressives d'au moins le gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures lors de son passage successif dans les zones d'échange de chaleur,

c) des moyens pour introduire les fractions au moins partiellement évaporées issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane étant admis en un point de la partie de colonne de distillation plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène, la partie de colonne de distillation fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide enrichi en propylène, qui est collecté,

d) des moyens pour envoyer le premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans le premier courant de tête gazeux, pour fournir un courant essentiellement exempt d'acétylène, et

e) des moyens pour refroidir et fractionner, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur, le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête, enrichie en hydrogène et/ou méthane qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond, enrichie en éthylène et éthane essentiellement exempte d'acétylène qui est également collectée.

L'invention est décrite en se référant aux schémas joints et en montrant deux modes de réalisation de l'invention à titre d'illustration d'une manière non limitative.

Dans les schémas :

W

La fig. 1 montre le schéma de principe du traitement d'un gaz issu de la pyrolyse de l'éthane/propane et/ou du gaz de pétrole liquéfié (GPL);

La Fig. 2 montre le même traitement appliqué au gaz issu de la pyrolyse du naphta et d'hydrocarbures plus lourds.

Pour la Fig. 1, le numéro 1 désigne la ligne d'alimentation du gaz de pyrolyse suffisamment sec (par exemple moins de 10 ppm d'eau) à une pression choisie selon la pression d'hydrogène requise (par exemple de 15 à 50 bar, de préférence entre 28 et 38 bar).

La composition typique d'un gaz obtenu par craquage d'éthane figure dans le tableau ci-dessous (en % molaire):

H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Coupe C <sub>3</sub>	Coupe C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> +	CO/CO <sub>2</sub>	TOTAL
36,9	5,4	0,3	34,2	21,0	0,6	0,6	1,0	0,6	100,00

Ce gaz est refroidi dans l'échangeur de chaleur 2 à flux multiples et dans l'échangeur 3 respectivement par échange de chaleur avec les gaz froids produits par vaporisation des condensats mentionnés ci-après et par vaporisation de propylène circulant dans une boucle de refroidissement classique en circuit fermé.

Le gaz partiellement condensé alimente le séparateur 4 à une température comprise de préférence entre moins 30 et moins 40°C.

Le gaz 5 collecté en tête du séparateur 4 est refroidi davantage, dans l'échangeur de chaleur à flux multiples 6, par les gaz froids produits par vaporisation des condensats mentionnés plus loin et en plus par le produit 43 qui est la coupe C<sub>2</sub> provenant du fond du déméthaniseur C2.

Le gaz partiellement condensé dans l'échangeur 6 alimente ensuite le séparateur 7 à une température comprise de préférence entre moins 45 et moins 55°C. Le



c) des moyens pour introduire les fractions au moins partiellement évaporées issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane étant admis en un point de la partie de colonne de distillation plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène, la partie de colonne de distillation fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide enrichi en propylène, qui est collecté,

d) des moyens pour envoyer le premier courant de tête gazeux enrichi en éthylène et éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans le premier courant de tête gazeux, pour fournir un courant essentiellement exempt d'acétylène, et

e) des moyens pour refroidir et fractionner, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur, le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête, enrichie en hydrogène et/ou méthane qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond, enrichie en éthylène et éthane essentiellement exempte d'acétylène qui est également collectée.

L'invention est décrite en se référant aux schémas joints et en montrant deux modes de réalisation de l'invention à titre d'illustration d'une manière non limitative.

Dans les schémas :

M

La fig. 1 montre le schéma de principe du traitement d'un gaz issu de la pyrolyse de l'éthane/propane et/ou du gaz de pétrole liquéfié (GPL);

La Fig. 2 montre le même traitement appliqué au gaz issu de la pyrolyse du naphta et d'hydrocarbures plus lourds.

Pour la Fig. 1, le numéro 1 désigne la ligne d'alimentation du gaz de pyrolyse suffisamment sec (par exemple moins de 10 ppm d'eau) à une pression choisie selon la pression d'hydrogène requise (par exemple de 15 à 50 bar, de préférence entre 28 et 38 bar).

La composition typique d'un gaz obtenu par craquage d'éthane figure dans le tableau ci-dessous (en % molaire):

H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Coupe C <sub>3</sub>	Coupe C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> +	CO/CO <sub>2</sub>	TOTAL
36,9	5,4	0,3	34,2	21,0	0,6	0,6	1,0	0,6	100,00

Ce gaz est refroidi dans l'échangeur de chaleur 2 à flux multiples et dans l'échangeur 3 respectivement par échange de chaleur avec les gaz froids produits par vaporisation des condensats mentionnés ci-après et par vaporisation de propylène circulant dans une boucle de refroidissement classique en circuit fermé.

Le gaz partiellement condensé alimente le séparateur 4 à une température comprise de préférence entre moins 30 et moins 40°C.

Le gaz 5 collecté en tête du séparateur 4 est refroidi davantage, dans l'échangeur de chaleur à flux multiples 6, par les gaz froids produits par vaporisation des condensats mentionnés plus loin et en plus par le produit 43 qui est la coupe C<sub>2</sub> provenant du fond du déméthaniseur C2.

Le gaz partiellement condensé dans l'échangeur 6 alimente ensuite le séparateur 7 à une température comprise de préférence entre moins 45 et moins 55°C. Le

gaz 8 collecté en tête du séparateur 7, est refroidi encore dans les échangeurs de chaleur 9 et 10, respectivement par les gaz froids, comme précédemment et par vaporisation d'éthylène circulant dans un cycle de refroidissement en circuit fermé.

Le gaz partiellement condensé alimente le séparateur 11 à une température comprise de préférence entre moins 65 et moins 75°C.

Le liquide sortant du séparateur 11 est de préférence divisé en deux parties, le produit 12 et le produit 13, préalablement détendus respectivement dans les vannes 12A et 13A.

Le produit 12 s'écoule à contre-courant du gaz d'alimentation à travers les échangeurs de chaleur 9, 6 et 2 et alimente la section haute de la colonne de distillation C1. Le produit 12 est partiellement vaporisé avant d'alimenter la colonne C1 nommée dééthaniseur car son rôle est essentiellement de séparer l'éthane, l'éthylène et les hydrocarbures plus légers en tête, et le propylène et les fractions plus lourdes en fond de colonne.

Le produit liquide 14 provenant du séparateur 7 est détendu dans la vanne 14A et s'écoule à contre-courant du gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 6, se mélange au produit 15 détendu dans la vanne 15A issu du fond du séparateur 4, puis s'écoule à contre-courant du gaz de pyrolyse dans l'échangeur de chaleur 2. Il est ensuite vaporisé en circulant dans l'échangeur à flux multiples 16. Le produit réchauffant ledit échangeur peut être du propylène provenant d'un cycle en circuit fermé ou tout autre fluide chaud approprié. Le produit sortant 17 contient essentiellement les hydrocarbures en C<sub>3</sub> et les hydrocarbures plus lourds contenus dans le gaz d'alimentation 1, à l'exception de ceux contenus dans les produits 12 et 13 et alimente la colonne C1 au niveau de sa section moyenne. Dans une variante les produits 14 et 15 sont envoyés séparément à la colonne C1.

La colonne de distillation C1 est dotée d'un rebouilleur réchauffé par un fluide chaud dans un échangeur de chaleur REB1, qui est par exemple soit de l'eau chaude du procédé soit de la vapeur à basse  
 5 pression en fonction de la température, comprise de préférence entre 60 et 80 °C, liée pour sa part à la composition du fond de colonne. La pression de service de la colonne C1 est comprise de préférence entre 14 et 24 bar.

10 Le produit 18 soutiré du fond de la colonne C1 peut être traité de manière classique pour récupérer le propylène dans une unité non représentée située en aval du procédé.

Le courant gazeux 19 provenant du séparateur 11 est refroidi davantage dans un échangeur de chaleur 20 par  
 15 des gaz à basse température comme expliqué plus loin, et dans l'échangeur de chaleur 21 par vaporisation d'éthylène provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Le gaz partiellement condensé 22B obtenu à  
 20 une température comprise entre -90 et -100 °C alimente le séparateur d'éthylène 22 dans une partie basse 22C.

Le produit liquide 23 collecté en pied du séparateur d'éthylène 22 est détendu dans la vanne 23A, réchauffé par le gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 20,  
 25 se mélange éventuellement avec le produit 13 qui sort du séparateur 11 et a été détendu dans la vanne 13A, et est à nouveau réchauffé et partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6. Le produit résultant 25 est le reflux de la colonne C1.

30 Le procédé et les équipements décrits représentent les premières caractéristiques remarquables de l'invention dans laquelle:

La colonne C1 qui est un dééthaniseur n'a pas besoin de système de condensation en tête et d'équipements qui  
 35 lui sont liés.

Le produit de tête de colonne C1 est une coupe C<sub>2</sub> qui contient une certaine quantité de méthane et d'hydrogène

gaz 8 collecté en tête du séparateur 7, est refroidi encore dans les échangeurs de chaleur 9 et 10, respectivement par les gaz froids, comme précédemment et par vaporisation d'éthylène circulant dans un cycle de refroidissement en circuit fermé.

Le gaz partiellement condensé alimente le séparateur 11 à une température comprise de préférence entre moins 65 et moins 75°C.

Le liquide sortant du séparateur 11 est de préférence divisé en deux parties, le produit 12 et le produit 13, préalablement détendus respectivement dans les vannes 12A et 13A.

Le produit 12 s'écoule à contre-courant du gaz d'alimentation à travers les échangeurs de chaleur 9, 6 et 2 et alimente la section haute de la colonne de distillation C1. Le produit 12 est partiellement vaporisé avant d'alimenter la colonne C1 nommée dééthaniseur car son rôle est essentiellement de séparer l'éthane, l'éthylène et les hydrocarbures plus légers en tête, et le propylène et les fractions plus lourdes en fond de colonne.

Le produit liquide 14 provenant du séparateur 7 est détendu dans la vanne 14A et s'écoule à contre-courant du gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 6, se mélange au produit 15 détendu dans la vanne 15A issu du fond du séparateur 4, puis s'écoule à contre-courant du gaz de pyrolyse dans l'échangeur de chaleur 2. Il est ensuite vaporisé en circulant dans l'échangeur à flux multiples 16. Le produit réchauffant ledit échangeur peut être du propylène provenant d'un cycle en circuit fermé ou tout autre fluide chaud approprié. Le produit sortant 17 contient essentiellement les hydrocarbures en C<sub>3</sub> et les hydrocarbures plus lourds contenus dans le gaz d'alimentation 1, à l'exception de ceux contenus dans les produits 12 et 13 et alimente la colonne C1 au niveau de sa section moyenne. Dans une variante les produits 14 et 15 sont envoyés séparément à la colonne C1.

La colonne de distillation C1 est dotée d'un rebouilleur réchauffé par un fluide chaud dans un échangeur de chaleur REB1, qui est par exemple soit de l'eau chaude du procédé soit de la vapeur à basse pression en fonction de la température, comprise de préférence entre 60 et 80 °C, liée pour sa part à la composition du fond de colonne. La pression de service de la colonne C1 est comprise de préférence entre 14 et 24 bar.

Le produit 18 soutiré du fond de la colonne C1 peut être traité de manière classique pour récupérer le propylène dans une unité non représentée située en aval du procédé.

Le courant gazeux 19 provenant du séparateur 11 est refroidi davantage dans un échangeur de chaleur 20 par des gaz à basse température comme expliqué plus loin, et dans l'échangeur de chaleur 21 par vaporisation d'éthylène provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Le gaz partiellement condensé 22B obtenu à une température comprise entre -90 et -100 °C alimente le séparateur d'éthylène 22 dans une partie basse 22C.

Le produit liquide 23 collecté en pied du séparateur d'éthylène 22 est détendu dans la vanne 23A, réchauffé par le gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 20, se mélange éventuellement avec le produit 13 qui sort du séparateur 11 et a été détendu dans la vanne 13A, et est à nouveau réchauffé et partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6. Le produit résultant 25 est le reflux de la colonne C1.

Le procédé et les équipements décrits représentent les premières caractéristiques remarquables de l'invention dans laquelle:

La colonne C1 qui est un dééthaniseur n'a pas besoin de système de condensation en tête et d'équipements qui lui sont liés.

Le produit de tête de colonne C1 est une coupe C<sub>2</sub> qui contient une certaine quantité de méthane et d'hydrogène

dissous dans les condensats provenant des séparateurs 4, 7, 11 et 22. Cette quantité est plus faible que dans les colonnes équivalentes des procédés connus antérieurement et détermine un avantage de coût supplémentaire.

5 La pression de la colonne C1 peut être choisie dans une plage permettant d'obtenir une basse température de fond et d'éviter les phénomènes connus d'encrassement sensibles à la température.

10 Retournant maintenant vers le séparateur 22, le gaz 24, issu de la tête de la partie basse 22C du séparateur 22 est encore refroidi dans l'échangeur de chaleur 26 à une température généralement inférieure à moins 120 °C.

15 Le gaz 24, refroidi et partiellement condensé, est réintroduit comme produit 24C dans le séparateur 22 dans sa partie haute 22D, surmontant la partie basse 22C. La fraction condensée séparée dans la partie haute 22D du séparateur 22 est introduite dans une canalisation 24A munie d'une garde hydraulique, puis est introduite en tête de la partie basse 22C.

20 La fraction gazeuse 27 issue en tête de la partie haute 22D du séparateur 22 est composée d'un mélange d'hydrogène, de méthane, d'oxyde de carbone et de traces d'éthylène. Le produit 27 est réchauffé dans les échangeurs de chaleur 26 et 20 avant d'être détendu dans  
25 la turbine 28.

Le produit 30, sortant de la turbine 28, est réchauffé par le gaz d'alimentation dans la série complète des échangeurs 26, 20, 9, 6, 2 et 16 avant d'être comprimé dans la machine 29, qui est attelée à la  
30 turbine 28. Le produit 30A est déchargé du procédé.

Le distillat de tête de la colonne C1, le produit 31, est réchauffé dans l'échangeur de chaleur 32 charge/effluent et dans le réchauffeur 33 avant d'entrer dans le réacteur catalytique R1. Le rôle de ce réacteur  
35 est d'hydrogéner sélectivement la petite quantité d'acétylène, généralement moins de 1 % en moles, et de le transformer en éthylène et en éthane. Ce système de

catalyseur est basé sur un type connu, par exemple à base de palladium, et ne nécessite pas de description complémentaire. La température est par exemple de 0 à 160 °C.

5 La seconde caractéristique notable de l'invention, comparée à une technique équivalente connue, est le fait que l'hydrogénation soit réalisée sur un mélange de gaz contenant déjà suffisamment d'hydrogène en plus des trois composants d'hydrocarbures de la coupe C<sub>2</sub>, l'éthylène, 10 l'éthane et l'acétylène, pour achever la réaction dans des conditions modérées et sûres. Il n'est pas nécessaire d'ajouter de l'hydrogène pur.

La composition typique du produit 31 figure dans le tableau ci-dessous :

15

	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> +	TOTAL
% mol.	4,70	0,04	4,86	57,10	32,40	0,80	0,10	100,00

Les avantages par rapport à la pratique de l'art antérieur sont les suivants :

20 Un débit en volume total moins élevé, d'où un volume de catalyseur réduit, en raison de la présence d'une faible proportion d'hydrogène seulement, par exemple de 4 à 5 % en moles d'hydrogène (plus généralement de 2 à 10 %), comparé à 30-40 % dans les systèmes traditionnels.

25 Une exploitation plus sûre en raison de la diminution du risque de réaction d'emballement dans le cas d'une hydrogénation de l'éthylène incontrôlée à caractère exothermique.

30 Il n'est pas nécessaire d'utiliser un ajout complémentaire d'hydrogène purifié pour alimenter le réacteur.

35 Les poisons du catalyseur sont en partie éliminés par la condensation et le fractionnement de la coupe C<sub>2</sub> dans le dééthaniseur. La faible quantité de monoxyde de carbone présente dans le mélange à hydrogéner a un effet modérateur bénéfique sur la conduite de l'hydrogénation,



dissous dans les condensats provenant des séparateurs 4, 7, 11 et 22. Cette quantité est plus faible que dans les colonnes équivalentes des procédés connus antérieurement et détermine un avantage de coût supplémentaire.

5 La pression de la colonne C1 peut être choisie dans une plage permettant d'obtenir une basse température de fond et d'éviter les phénomènes connus d'encrassement sensibles à la température.

10 Retournant maintenant vers le séparateur 22, le gaz 24, issu de la tête de la partie basse 22C du séparateur 22 est encore refroidi dans l'échangeur de chaleur 26 à une température généralement inférieure à moins 120 °C.

15 Le gaz 24, refroidi et partiellement condensé, est réintroduit comme produit 24C dans le séparateur 22 dans sa partie haute 22D, surmontant la partie basse 22C. La fraction condensée séparée dans la partie haute 22D du séparateur 22 est introduite dans une canalisation 24A munie d'une garde hydraulique, puis est introduite en tête de la partie basse 22C.

20 La fraction gazeuse 27 issue en tête de la partie haute 22D du séparateur 22 est composée d'un mélange d'hydrogène, de méthane, d'oxyde de carbone et de traces d'éthylène. Le produit 27 est réchauffé dans les échangeurs de chaleur 26 et 20 avant d'être détendu dans  
25 la turbine 28.

Le produit 30, sortant de la turbine 28, est réchauffé par le gaz d'alimentation dans la série complète des échangeurs 26, 20, 9, 6, 2 et 16 avant d'être comprimé dans la machine 29, qui est attelée à la  
30 turbine 28. Le produit 30A est déchargé du procédé.

Le distillat de tête de la colonne C1, le produit 31, est réchauffé dans l'échangeur de chaleur 32 charge/effluent et dans le réchauffeur 33 avant d'entrer dans le réacteur catalytique R1. Le rôle de ce réacteur  
35 est d'hydrogéner sélectivement la petite quantité d'acétylène, généralement moins de 1 % en moles, et de le transformer en éthylène et en éthane. Ce système de

catalyseur est basé sur un type connu, par exemple à base de palladium, et ne nécessite pas de description complémentaire. La température est par exemple de 0 à 160 °C.

5 La seconde caractéristique notable de l'invention, comparée à une technique équivalente connue, est le fait que l'hydrogénation soit réalisée sur un mélange de gaz contenant déjà suffisamment d'hydrogène en plus des trois  
10 composants d'hydrocarbures de la coupe C2, l'éthylène, l'éthane et l'acétylène, pour achever la réaction dans des conditions modérées et sûres. Il n'est pas nécessaire d'ajouter de l'hydrogène pur.

La composition typique du produit 31 figure dans le tableau ci-dessous :

15

	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> +	TOTAL
% mol.	4,70	0,04	4,86	57,10	32,40	0,80	0,10	100,00

Les avantages par rapport à la pratique de l'art antérieur sont les suivants :

20 Un débit en volume total moins élevé, d'où un volume de catalyseur réduit, en raison de la présence d'une faible proportion d'hydrogène seulement, par exemple de 4 à 5 % en moles d'hydrogène (plus généralement de 2 à 10 %), comparé à 30-40 % dans les systèmes traditionnels.

25 Une exploitation plus sûre en raison de la diminution du risque de réaction d'emballement dans le cas d'une hydrogénation de l'éthylène incontrôlée à caractère exothermique.

30 Il n'est pas nécessaire d'utiliser un ajout complémentaire d'hydrogène purifié pour alimenter le réacteur.

35 Les poisons du catalyseur sont en partie éliminés par la condensation et le fractionnement de la coupe C2 dans le dééthaniseur. La faible quantité de monoxyde de carbone présente dans le mélange à hydrogéner a un effet modérateur bénéfique sur la conduite de l'hydrogénation,

puisque cela permet de limiter la fréquence et la rapidité d'éventuelles réactions d'emballement.

L'effluent du réacteur R1 ne contenant pratiquement plus d'acétylène est refroidi dans l'échangeur de chaleur 34, puis passe par l'échangeur de chaleur charge/effluent 32 et le sécheur de protection 35 contenant un déshydratant, par exemple un tamis moléculaire (zéolite) ou similaire, pour donner un gaz séché 36.

Le produit 36 contenant de l'hydrogène résiduel et du méthane, en plus de l'éthylène et de l'éthane, est refroidi dans le rebouilleur REB2 de la colonne C2 et le sous-refroidisseur 37 en utilisant du propylène provenant d'un cycle de réfrigération en circuit fermé. Le produit partiellement condensé 38 alimente le séparateur 39. Le gaz 40 collecté en tête du séparateur 39 est encore refroidi dans les échangeurs de chaleur 6 et 41, respectivement avec des gaz froids dans l'échangeur à flux multiple 6 et avec de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de réfrigération en circuit fermé dans le refroidisseur 41, et alimente le haut de la colonne C2. Le liquide 42 provenant du fond du séparateur 39 alimente la zone moyenne de la colonne C2. La colonne C2 appelée déméthaniseur, fonctionnant à une pression de 10 à 16 bar, sépare les composants plus légers que l'éthylène en tête, et laisse les hydrocarbures en C<sub>2</sub> purifiés dans le produit de fond 43.

Le distillat 44 issu de la tête de la colonne C2, est envoyé vers les échangeurs de chaleur 9, 6, 2 et 16 pour être réchauffé et il peut être finalement recyclé vers le système de compression des gaz en dehors du champ d'application de cette invention.

Le produit de fond 43 riche en éthylène, est détendu dans la vanne 43A, réchauffé et partiellement vaporisé dans l'échangeur 6 et peut alimenter une colonne de purification d'éthylène de type classique, non représentée.

D'après cette description, la technologie préférée pour éliminer l'acétylène est l'hydrogénation réalisée sur le produit 31, car l'acétylène est transformé en éthylène et en éthane qui sont des produits mieux valorisables. Mais, si l'on souhaite conserver l'acétylène, un système d'extraction par solvant peut être appliqué au produit 31, qui remplacerait le circuit entier du réacteur d'hydrogénation, avec les équipements R1, 32, 33, 34 et 35. Cela constitue un autre avantage comparé aux procédés utilisant l'hydrogénation de l'acétylène sur tout le gaz de craquage, ce qui nécessite une modification pour y adapter un système d'extraction par solvant.

Pour la Fig. 2, le numéro 1 désigne la ligne d'alimentation du gaz de craquage ayant une composition typique indiquée ci-dessous, en % mol., tel qu'il est produit par pyrolyse du naphta ou d'une charge similaire.

H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Coupe C <sub>3</sub>	Coupe C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> +	CO	TOTAL
15,36	28,83	0,63	29,75	2,92	10,18	4,94	7,355	0,035	100,00

La description est très semblable à celle de la Fig. 1 et il est donc suffisant de définir les données qui sont notablement différentes par rapport aux précédentes.

Le gaz numéro 1, refroidi dans les échangeurs de chaleur 2 et 3, alimente le séparateur 4 à une température généralement comprise entre moins 15 °C et moins 30°C.

Le gaz 5 est refroidi davantage dans l'échangeur à flux multiples 6 à une température comprise entre moins 20 et moins 35°C. Le gaz circule par un nombre limité de zones de contact à contre-courant du liquide condensé dans l'échangeur de chaleur 54 qui fait partie intégrante de la colonne d'absorption 7, et il est refroidi par de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Une variante non

puisque cela permet de limiter la fréquence et la rapidité d'éventuelles réactions d'emballement.

L'effluent du réacteur R1 ne contenant pratiquement plus d'acétylène est refroidi dans l'échangeur de chaleur 34, puis passe par l'échangeur de chaleur charge/effluent 32 et le sécheur de protection 35 contenant un déshydratant, par exemple un tamis moléculaire (zéolite) ou similaire, pour donner un gaz séché 36.

Le produit 36 contenant de l'hydrogène résiduel et du méthane, en plus de l'éthylène et de l'éthane, est refroidi dans le rebouilleur REB2 de la colonne C2 et le sous-refroidisseur 37 en utilisant du propylène provenant d'un cycle de réfrigération en circuit fermé. Le produit partiellement condensé 38 alimente le séparateur 39. Le gaz 40 collecté en tête du séparateur 39 est encore refroidi dans les échangeurs de chaleur 6 et 41, respectivement avec des gaz froids dans l'échangeur à flux multiple 6 et avec de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de réfrigération en circuit fermé dans le refroidisseur 41, et alimente le haut de la colonne C2. Le liquide 42 provenant du fond du séparateur 39 alimente la zone moyenne de la colonne C2. La colonne C2 appelée déméthaniseur, fonctionnant à une pression de 10 à 16 bar, sépare les composants plus légers que l'éthylène en tête, et laisse les hydrocarbures en C<sub>2</sub> purifiés dans le produit de fond 43.

Le distillat 44 issu de la tête de la colonne C2, est envoyé vers les échangeurs de chaleur 9, 6, 2 et 16 pour être réchauffé et il peut être finalement recyclé vers le système de compression des gaz en dehors du champ d'application de cette invention.

Le produit de fond 43 riche en éthylène, est détendu dans la vanne 43A, réchauffé et partiellement vaporisé dans l'échangeur 6 et peut alimenter une colonne de purification d'éthylène de type classique, non représentée.

D'après cette description, la technologie préférée pour éliminer l'acétylène est l'hydrogénation réalisée sur le produit 31, car l'acétylène est transformé en éthylène et en éthane qui sont des produits mieux valorisables. Mais, si l'on souhaite conserver l'acétylène, un système d'extraction par solvant peut être appliqué au produit 31, qui remplacerait le circuit entier du réacteur d'hydrogénation, avec les équipements R1, 32, 33, 34 et 35. Cela constitue un autre avantage comparé aux procédés utilisant l'hydrogénation de l'acétylène sur tout le gaz de craquage, ce qui nécessite une modification pour y adapter un système d'extraction par solvant.

Pour la Fig. 2, le numéro 1 désigne la ligne d'alimentation du gaz de craquage ayant une composition typique indiquée ci-dessous, en % mol., tel qu'il est produit par pyrolyse du naphta ou d'une charge similaire.

H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Coupe C <sub>3</sub>	Coupe C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub> +	CO	TOTAL
15,36	28,83	0,63	29,75	2,92	10,18	4,94	7,355	0,035	100,00

La description est très semblable à celle de la Fig. 1 et il est donc suffisant de définir les données qui sont notablement différentes par rapport aux précédentes.

Le gaz numéro 1, refroidi dans les échangeurs de chaleur 2 et 3, alimente le séparateur 4 à une température généralement comprise entre moins 15 °C et moins 30°C.

Le gaz 5 est refroidi davantage dans l'échangeur à flux multiples 6 à une température comprise entre moins 20 et moins 35°C. Le gaz circule par un nombre limité de zones de contact à contre-courant du liquide condensé dans l'échangeur de chaleur 54 qui fait partie intégrante de la colonne d'absorption 7, et il est refroidi par de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Une variante non

indiquée sur la Fig. 2, mais facile à retracer pour un homme du métier, consiste à pomper une partie du liquide issu du séparateur 11, décrit plus loin, vers le sommet de la colonne d'absorption 7, pour générer dans cette  
 5 colonne un produit liquide à contre-courant, restant dans le champ d'application de cette invention.

Le gaz 8, collecté en tête de la colonne d'absorption 7, contenant seulement des petites quantités d'hydrocarbures en  $C_3$  et d'hydrocarbures plus lourds, est  
 10 ensuite refroidi dans les échangeurs de chaleur 9 et 10 avant d'alimenter le séparateur 11. Le produit liquide est divisé en deux parties: le produit 12 est partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9, 6 et 2 et alimente ensuite la colonne C1 à une hauteur  
 15 intermédiaire. Le produit 13 est associé avec le produit froid provenant de l'échangeur 20 et est réchauffé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6 avant d'alimenter le haut de la colonne C1.

Le produit liquide 14 provenant de la colonne d'absorption 7 est également réchauffé dans les  
 20 échangeurs de chaleur 6, 2 et 16 et alimente la colonne C1 en position intermédiaire.

La colonne de distillation C1 est réchauffée par un fluide chaud circulant dans un rebouilleur REB1, fluide  
 25 qui peut être de l'eau chaude du procédé ou de la vapeur à basse pression, ou une combinaison des deux en utilisant également un rebouilleur secondaire (non indiqué, mais familier pour un homme de métier).

Le résidu 18, collecté en pied de la colonne de distillation C1, est traité, pour en récupérer l'éthylène  
 30 et d'autres produits de valeur, dans des unités en aval non représentées.

Le produit gazeux 19 provenant du séparateur 11 est refroidi dans l'échangeur de chaleur 20 par des gaz à  
 35 basse température et dans l'échangeur 21 par de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Le gaz partiellement

condensé 22B alimente le séparateur 22 à une température de -90 à -100°C.

Le produit liquide 23 issu du séparateur 22, détendu dans la vanne 23A est réchauffé par le gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 20, se mélange avec le produit 13 provenant du séparateur 11 et préalablement détendu dans la vanne 13A.

En retournant maintenant au séparateur 22, le gaz de tête 24 est refroidi dans l'échangeur 26 à une température généralement comprise entre moins 110 et moins 120 °C pour fournir une fraction 24C qui alimente le séparateur 22A. La partie haute du séparateur 22A reçoit le liquide recyclé 50 après détente dans la vanne 50A et qui provient de la division en deux flux du liquide pompé du séparateur 48. Le séparateur 48 est lui-même alimenté par le distillat 46 du rectifieur de méthane 45, préalablement refroidi à une température généralement comprise entre moins 115 et moins 130°C dans l'échangeur de chaleur 47.

La fraction de tête gazeuse 52 issue du séparateur 48 est réchauffée successivement dans les échangeurs 47, 26, 20, 9, 6, 2 et 16, puis est collectée. La fraction de pied liquide issue du séparateur 48 est pompée par une pompe 49. Une partie du fluide issu de la pompe 49 est envoyé dans une conduite 51 comportant une vanne, vers le haut du séparateur 45.

Le gaz de tête 27, issu du séparateur 22A, est un mélange d'hydrogène, de méthane, d'oxyde de carbone et de traces d'éthylène. Ce produit est réchauffé dans la série complète d'échangeurs de chaleur à flux multiple décrite ci-dessus et quitte le circuit sous forme d'hydrogène brut. Si nécessaire, le produit 27 peut être purifié pour obtenir de l'hydrogène à 95 % dans un système de type Joule-Thompson avant de quitter la limite de cette partie du procédé. En outre, une partie du produit 27 peut être mélangée à la fraction 31 avant passage dans le réchauffeur 33, de façon à augmenter, lorsque c'est



indiquée sur la Fig. 2, mais facile à retracer pour un homme du métier, consiste à pomper une partie du liquide issu du séparateur 11, décrit plus loin, vers le sommet de la colonne d'absorption 7, pour générer dans cette  
 5 colonne un produit liquide à contre-courant, restant dans le champ d'application de cette invention.

Le gaz 8, collecté en tête de la colonne d'absorption 7, contenant seulement des petites quantités d'hydrocarbures en  $C_3$  et d'hydrocarbures plus lourds, est  
 10 ensuite refroidi dans les échangeurs de chaleur 9 et 10 avant d'alimenter le séparateur 11. Le produit liquide est divisé en deux parties: le produit 12 est partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9, 6 et 2 et alimente ensuite la colonne C1 à une hauteur  
 15 intermédiaire. Le produit 13 est associé avec le produit froid provenant de l'échangeur 20 et est réchauffé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6 avant d'alimenter le haut de la colonne C1.

Le produit liquide 14 provenant de la colonne d'absorption 7 est également réchauffé dans les  
 20 échangeurs de chaleur 6, 2 et 16 et alimente la colonne C1 en position intermédiaire.

La colonne de distillation C1 est réchauffée par un fluide chaud circulant dans un rebouilleur REB1, fluide  
 25 qui peut être de l'eau chaude du procédé ou de la vapeur à basse pression, ou une combinaison des deux en utilisant également un rebouilleur secondaire (non indiqué, mais familier pour un homme de métier).

Le résidu 18, collecté en pied de la colonne de distillation C1, est traité, pour en récupérer l'éthylène  
 30 et d'autres produits de valeur, dans des unités en aval non représentées.

Le produit gazeux 19 provenant du séparateur 11 est refroidi dans l'échangeur de chaleur 20 par des gaz à  
 35 basse température et dans l'échangeur 21 par de l'éthylène vaporisé provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé. Le gaz partiellement

condensé 22B alimente le séparateur 22 à une température de -90 à -100°C.

Le produit liquide 23 issu du séparateur 22, détendu dans la vanne 23A est réchauffé par le gaz d'alimentation dans l'échangeur de chaleur 20, se mélange avec le produit 13 provenant du séparateur 11 et préalablement détendu dans la vanne 13A.

En retournant maintenant au séparateur 22, le gaz de tête 24 est refroidi dans l'échangeur 26 à une température généralement comprise entre moins 110 et moins 120 °C pour fournir une fraction 24C qui alimente le séparateur 22A. La partie haute du séparateur 22A reçoit le liquide recyclé 50 après détente dans la vanne 50A et qui provient de la division en deux flux du liquide pompé du séparateur 48. Le séparateur 48 est lui-même alimenté par le distillat 46 du rectifieur de méthane 45, préalablement refroidi à une température généralement comprise entre moins 115 et moins 130°C dans l'échangeur de chaleur 47.

La fraction de tête gazeuse 52 issue du séparateur 48 est réchauffée successivement dans les échangeurs 47, 26, 20, 9, 6, 2 et 16, puis est collectée. La fraction de pied liquide issue du séparateur 48 est pompée par une pompe 49. Une partie du fluide issu de la pompe 49 est envoyé dans une conduite 51 comportant une vanne, vers le haut du séparateur 45.

Le gaz de tête 27, issu du séparateur 22A, est un mélange d'hydrogène, de méthane, d'oxyde de carbone et de traces d'éthylène. Ce produit est réchauffé dans la série complète d'échangeurs de chaleur à flux multiple décrite ci-dessus et quitte le circuit sous forme d'hydrogène brut. Si nécessaire, le produit 27 peut être purifié pour obtenir de l'hydrogène à 95 % dans un système de type Joule-Thompson avant de quitter la limite de cette partie du procédé. En outre, une partie du produit 27 peut être mélangée à la fraction 31 avant passage dans le réchauffeur 33, de façon à augmenter, lorsque c'est

nécessaire, la concentration en hydrogène en vue de l'hydrogénation de l'acétylène dans le réacteur R1.

Le produit liquide 24A détendu dans la vanne 24B est réchauffé dans l'échangeur de chaleur 26, puis se mélange avec le produit 23 provenant du séparateur 22 après détente dans la vanne 23A. Le produit résultant 53 est réchauffé dans l'échangeur 20 par le gaz d'alimentation, puis se mélange avec le produit 13 avant d'être réchauffé et partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6. Le produit résultant 25 est le reflux pour la colonne C1.

Comme il est décrit ci-dessus, la colonne C1 constitue la première caractéristique remarquable de l'invention.

La description du traitement du produit 31 à partir du distillat de tête de la colonne C1 est en tous points similaire à celle donnée sur la Fig. 1, et n'est donc pas répétée ici. Il faut tout de même noter que ce traitement constitue la deuxième caractéristique notable de l'invention.

La composition typique du produit 31 figure dans le tableau ci-dessous, en % mol. :

	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> +	TOTAL
% mol.	1,42	0,015	29,12	62,14	5,99	1,31	0,005	100,00

Les avantages par rapport à la pratique passée sont similaires à ceux qui sont décrits plus haut.

Le produit 36, contenant de l'hydrogène résiduel, du monoxyde de carbone et du méthane en plus de l'éthylène et de l'éthane, est traité d'une manière similaire à la description de la Fig. 1 et il est détaillé sur la Fig. 2. En raison de la plus grande quantité de méthane présent dans le distillat de tête 44 de la colonne C2, ce produit est traité dans une colonne de rectification de méthane 45, dont le principe est connu de l'homme de métier. Ainsi, le produit 44 gazeux issu de la tête de

colonne de déméthanisation C2 est introduit dans le rectifieur 45 après refroidissement et condensation partielle dans un échangeur 63, par vaporisation d'éthylène provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé.

La fraction liquide collectée en pied du rectifieur 45 est pompée par la pompe 55 pour fournir un liquide 56. Ce dernier est séparé en un premier flux 58 qui est refroidi dans l'échangeur 26 pour fournir le flux 59, et en un second flux qui est détendu dans une vanne 57 pour ensuite être mélangé à la fraction 40 après refroidissement dans les échangeurs thermiques 6 et 41.

Le traitement du produit de fond de la colonne C1 est similaire à celui donné dans la description détaillée de la Fig. 1.

Le flux 59 est réfrigéré dans l'échangeur thermique 47, puis est séparé en :

- un premier fluide 60A, passant dans une vanne 60 pour être ensuite réchauffé dans l'échangeur 47 pour fournir un fluide 62,

- et/ou un second fluide, passant dans une vanne 61 qui est ensuite mélangé au fluide 60A après réchauffage de ce dernier dans l'échangeur 47, pour fournir le fluide 62.

Ce dernier fluide 62 est alors réchauffé dans la succession d'échangeurs thermiques 26, 20, 9, 6, 2 et 16 et il est, dans ce mode de réalisation préféré, finalement recyclé vers le système de compression des gaz en dehors du champ d'application de cette invention.

L'élimination de l'acétylène du produit 31 peut être réalisée par absorption et extraction par solvant au lieu d'hydrogénation sans quitter le champ d'application de la présente invention.

La présente invention est illustrée et décrite suivant des réalisations préférées, mais il doit être compris que des changements et des modifications peuvent

nécessaire, la concentration en hydrogène en vue de l'hydrogénation de l'acétylène dans le réacteur R1.

Le produit liquide 24A détendu dans la vanne 24B est réchauffé dans l'échangeur de chaleur 26, puis se mélange avec le produit 23 provenant du séparateur 22 après détente dans la vanne 23A. Le produit résultant 53 est réchauffé dans l'échangeur 20 par le gaz d'alimentation, puis se mélange avec le produit 13 avant d'être réchauffé et partiellement vaporisé dans les échangeurs de chaleur 9 et 6. Le produit résultant 25 est le reflux pour la colonne C1.

Comme il est décrit ci-dessus, la colonne C1 constitue la première caractéristique remarquable de l'invention.

La description du traitement du produit 31 à partir du distillat de tête de la colonne C1 est en tous points similaire à celle donnée sur la Fig. 1, et n'est donc pas répétée ici. Il faut tout de même noter que ce traitement constitue la deuxième caractéristique notable de l'invention.

La composition typique du produit 31 figure dans le tableau ci-dessous, en % mol. :

	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> +	TOTAL
% mol.	1,42	0,015	29,12	62,14	5,99	1,31	0,005	100,00

Les avantages par rapport à la pratique passée sont similaires à ceux qui sont décrits plus haut.

Le produit 36, contenant de l'hydrogène résiduel, du monoxyde de carbone et du méthane en plus de l'éthylène et de l'éthane, est traité d'une manière similaire à la description de la Fig. 1 et il est détaillé sur la Fig. 2. En raison de la plus grande quantité de méthane présent dans le distillat de tête 44 de la colonne C2, ce produit est traité dans une colonne de rectification de méthane 45, dont le principe est connu de l'homme de métier. Ainsi, le produit 44 gazeux issu de la tête de

colonne de déméthanisation C2 est introduit dans le rectifieur 45 après refroidissement et condensation partielle dans un échangeur 63, par vaporisation d'éthylène provenant d'un cycle de refroidissement en circuit fermé.

La fraction liquide collectée en pied du rectifieur 45 est pompée par la pompe 55 pour fournir un liquide 56. Ce dernier est séparé en un premier flux 58 qui est refroidi dans l'échangeur 26 pour fournir le flux 59, et en un second flux qui est détendu dans une vanne 57 pour ensuite être mélangé à la fraction 40 après refroidissement dans les échangeurs thermiques 6 et 41.

Le traitement du produit de fond de la colonne C1 est similaire à celui donné dans la description détaillée de la Fig. 1.

Le flux 59 est réfrigéré dans l'échangeur thermique 47, puis est séparé en :

- un premier fluide 60A, passant dans une vanne 60 pour être ensuite réchauffé dans l'échangeur 47 pour fournir un fluide 62,

- et/ou un second fluide, passant dans une vanne 61 qui est ensuite mélangé au fluide 60A après réchauffage de ce dernier dans l'échangeur 47, pour fournir le fluide 62.

Ce dernier fluide 62 est alors réchauffé dans la succession d'échangeurs thermiques 26, 20, 9, 6, 2 et 16 et il est, dans ce mode de réalisation préféré, finalement recyclé vers le système de compression des gaz en dehors du champ d'application de cette invention.

L'élimination de l'acétylène du produit 31 peut être réalisée par absorption et extraction par solvant au lieu d'hydrogénation sans quitter le champ d'application de la présente invention.

La présente invention est illustrée et décrite suivant des réalisations préférées, mais il doit être compris que des changements et des modifications peuvent

être effectués par l'homme du métier sans sortir du champ  
d'application de la présente invention.

*14*

REVENDICATIONS

1. Procédé de fractionnement d'un gaz sensiblement  
5 anhydre issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1),  
renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment  
des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du  
propylène et de l'acétylène, en au moins un courant  
10 enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant  
enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins  
un courant enrichi en propylène, caractérisé en ce que:

a) on refroidit et on liquéfie progressivement  
ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) sous  
pression par passage dans une série de zones d'échange de  
15 chaleur (2, 6, 9, 20) de plus en plus froides, on sépare  
dudit gaz de pyrolyse (1) au moins un condensat après  
passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au  
moins des condensats (15) étant enrichi en propylène et  
au moins un autre condensat (23) étant enrichi en  
20 éthylène et en éthane et renfermant en solution une  
proportion mineure d'hydrogène, de méthane et  
d'acétylène, et on collecte le gaz résiduel (27), riche  
en hydrogène,

b) on évapore au moins en partie, par abaissement  
25 de la pression, le condensat enrichi en éthylène et  
éthane (23) et le condensat enrichi en propylène (15) et  
on les réchauffe indépendamment ou non dans au moins une  
desdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) par  
échange thermique avec des fluides à refroidir, incluant  
30 au moins le gaz issu de la pyrolyse (1), pour fournir  
respectivement une fraction (25) au moins partiellement  
évaporée issue de la détente et du réchauffement de la  
fraction enrichie en éthylène et en éthane (23), et une  
fraction (17) au moins partiellement évaporée issue de la  
35 détente et du réchauffement de la fraction enrichie en  
propylène (15), de façon à fournir au moins une partie du  
froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction



être effectués par l'homme du métier sans sortir du champ d'application de la présente invention.

*pe*

REVENDICATIONS

1. Procédé de fractionnement d'un gaz sensiblement  
5 anhydre issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1),  
renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment  
des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du  
propylène et de l'acétylène, en au moins un courant  
10 enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant  
enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins  
un courant enrichi en propylène, caractérisé en ce que:

a) on refroidit et on liquéfie progressivement  
ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) sous  
pression par passage dans une série de zones d'échange de  
15 chaleur (2, 6, 9, 20) de plus en plus froides, on sépare  
dudit gaz de pyrolyse (1) au moins un condensat après  
passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au  
moins des condensats (15) étant enrichi en propylène et  
au moins un autre condensat (23) étant enrichi en  
20 éthylène et en éthane et renfermant en solution une  
proportion mineure d'hydrogène, de méthane et  
d'acétylène, et on collecte le gaz résiduel (27), riche  
en hydrogène,

b) on évapore au moins en partie, par abaissement  
25 de la pression, le condensat enrichi en éthylène et  
éthane (23) et le condensat enrichi en propylène (15) et  
on les réchauffe indépendamment ou non dans au moins une  
desdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) par  
échange thermique avec des fluides à refroidir, incluant  
30 au moins le gaz issu de la pyrolyse (1), pour fournir  
respectivement une fraction (25) au moins partiellement  
évaporée issue de la détente et du réchauffement de la  
fraction enrichie en éthylène et en éthane (23), et une  
fraction (17) au moins partiellement évaporée issue de la  
35 détente et du réchauffement de la fraction enrichie en  
propylène (15), de façon à fournir au moins une partie du  
froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction

progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) lors de son passage dans lesdites zones successives d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20),

5 c) on introduit les fractions au moins partiellement évaporées (17, 25) issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation (C1) appelée dééthániseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane (25) étant admis en un point de la dite partie de colonne de distillation  
10 (C1) plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène (17), ladite partie de colonne de distillation (C1) fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant  
15 de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et en éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide (18) enrichi en propylène, qui est collecté,

20 d) on envoie le premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et en éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène (R1) par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit  
25 premier courant de tête gazeux (31), pour fournir un courant (36) essentiellement exempt d'acétylène et

e) on refroidit et on fractionne, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur (C2), le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène (36)  
30 issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête (44), enrichie en hydrogène et/ou méthane, qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond (43), enrichie en éthylène et en éthane et essentiellement exempte d'acétylène, qui est également collectée.

35 2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le courant de gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) est à une pression de 15-50 bar, de

préférence 28-38 bar, et en ce que la zone de distillation (C1) est à une pression de 10-30 bar, de préférence 14-24 bar, plus basse que la pression du gaz de pyrolyse.

5        3. Procédé selon la revendication 1 ou la revendication 2, caractérisé en ce que les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation (C1) appelée dééthaniseur, contiennent de l'hydrogène dissous en proportion telle que ledit premier  
10 courant de tête gazeux (31) renferme de 2 à 10 %, de préférence de 4 à 5 %, en moles, d'hydrogène, et en ce que l'étape (d) est mise en oeuvre par hydrogénation sélective essentiellement en éthylène de l'acétylène contenu dans le premier courant de tête gazeux (31) au  
15 moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant de tête gazeux de l'étape (c), la température de la zone d'hydrogénation étant comprise entre de 0 et 160°C inclus.

20        4. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, caractérisé en ce que l'hydrogène dissous dans les condensats évaporés introduits dans la partie de la colonne de distillation (C1) appelée dééthaniseur, est le seul hydrogène utilisé pour l'hydrogénation effectuée à l'étape (d).

25        5. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 4, caractérisé en ce qu'on envoie dans la partie haute du dééthaniseur (C1) de l'étape (c) deux ou trois condensats obtenus après passage successif du gaz de pyrolyse respectivement dans deux ou trois zones  
30 d'échange de chaleur de l'étape (a), en considérant que la première zone d'échange de chaleur est celle qui est la première à être en contact avec le gaz de pyrolyse (1).

35        6. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, caractérisé en ce que la deuxième fraction gazeuse de tête (44) issue du déméthaniseur est

progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) lors de son passage dans lesdites zones successives d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20),

5 c) on introduit les fractions au moins partiellement évaporées (17, 25) issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation (C1) appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane (25) étant admis en un point de la dite partie de colonne de distillation  
10 (C1) plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène (17), ladite partie de colonne de distillation (C1) fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant  
15 de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et en éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide (18) enrichi en propylène, qui est collecté,

20 d) on envoie le premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et en éthane provenant de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène (R1) par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit  
25 premier courant de tête gazeux (31), pour fournir un courant (36) essentiellement exempt d'acétylène et

e) on refroidit et on fractionne, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur (C2), le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène (36)  
30 issu de l'étape (d) en une deuxième fraction gazeuse de tête (44), enrichie en hydrogène et/ou méthane, qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond (43), enrichie en éthylène et en éthane et essentiellement exempte d'acétylène, qui est également collectée.

35 2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le courant de gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) est à une pression de 15-50 bar, de

préférence 28-38 bar, et en ce que la zone de distillation (C1) est à une pression de 10-30 bar, de préférence 14-24 bar, plus basse que la pression du gaz de pyrolyse.

5        3. Procédé selon la revendication 1 ou la  
revendication 2, caractérisé en ce que les condensats  
évaporés introduits dans la partie de la colonne de  
distillation (C1) appelée dééthaniseur, contiennent de  
10 l'hydrogène dissous en proportion telle que ledit premier  
courant de tête gazeux (31) renferme de 2 à 10 %, de  
préférence de 4 à 5 %, en moles, d'hydrogène, et en ce  
que l'étape (d) est mise en oeuvre par hydrogénation  
sélective essentiellement en éthylène de l'acétylène  
contenu dans le premier courant de tête gazeux (31) au  
15 moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant  
de tête gazeux de l'étape (c), la température de la zone  
d'hydrogénation étant comprise entre de 0 et 160°C  
inclus.

20        4. Procédé selon l'une quelconque des  
revendications 1 à 3, caractérisé en ce que l'hydrogène  
dissous dans les condensats évaporés introduits dans la  
partie de la colonne de distillation (C1) appelée  
dééthaniseur, est le seul hydrogène utilisé pour  
l'hydrogénation effectuée à l'étape (d).

25        5. Procédé selon l'une quelconque des  
revendications 1 à 4, caractérisé en ce qu'on envoie dans  
la partie haute du dééthaniseur (C1) de l'étape (c) deux  
ou trois condensats obtenus après passage successif du  
gaz de pyrolyse respectivement dans deux ou trois zones  
30 d'échange de chaleur de l'étape (a), en considérant que  
la première zone d'échange de chaleur est celle qui est  
la première à être en contact avec le gaz de pyrolyse  
(1).

35        6. Procédé selon l'une quelconque des  
revendications 1 à 5, caractérisé en ce que la deuxième  
fraction gazeuse de tête (44) issue du déméthaniseur est

épurée par distillation pour récupérer de l'éthylène et de l'éthane.

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, caractérisé en ce que le gaz de pyrolyse (1) est un gaz de pyrolyse d'éthane ou de mélange éthane/propane et en ce que la deuxième fraction gazeuse de tête (44) issue du déméthaniseur est mélangée avec le gaz de pyrolyse (1) sans récupération d'éthylène, pour un nouveau traitement en mélange avec le gaz de pyrolyse (1) à l'étape (a).

8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, caractérisé en ce que la teneur en hydrogène du premier courant de tête gazeux (31) issu du dééthaniseur est augmentée par l'ajout d'hydrogène (27) provenant de la tête d'un séparateur (22 ou 22A) d'un fluide partiellement condensé (24C), ledit fluide (24C) provenant de la réfrigération dans une zone d'échange de chaleur (26) du fluide résiduel gazeux (24) provenant de la réfrigération dans les zones d'échange de chaleur successives (2, 6, 9, 20) du gaz de pyrolyse (1).

9. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 8, caractérisé en ce que l'on recycle une partie de la deuxième fraction liquide de fond (43) provenant du déméthaniseur vers le dééthaniseur, de manière à réduire la concentration en acétylène du premier courant de tête gazeux (31) issu du dééthaniseur.

10. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, caractérisé en ce que l'étape (d) est mise en oeuvre par extraction de l'acétylène au moyen d'un solvant.

11. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la concentration en monoxyde de carbone contenu dans le premier courant de tête gazeux (31) a un effet modérateur sur la vitesse de la réaction catalysée dans la zone d'élimination d'acétylène (R1).

12. Gaz enrichis en hydrogène et/ou méthane et/ou hydrocarbures supérieurs obtenus par le procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes.

13. Produit enrichi en éthylène obtenu par le  
5 procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes.

14. Installation de fractionnement d'un gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  
10  $C_3$ , incluant de l'éthylène, du propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, caractérisée en ce qu'elle contient:

15 a) des moyens pour refroidir et liquéfier progressivement ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) de plus en plus froides, des moyens pour séparer dudit gaz de  
20 pyrolyse (1) au moins un condensat après passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats (15) étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat (23) étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure  
25 d'hydrogène, de méthane et d'acétylène, et des moyens pour collecter le gaz résiduel (27), riche en hydrogène,

b) des moyens pour évaporer au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et en éthane (23) et le condensat enrichi en  
30 propylène (15) et des moyens pour les réchauffer indépendamment dans au moins une desdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) par échange thermique avec des fluides à refroidir, pour fournir respectivement une fraction (25) au moins partiellement évaporée issue de la  
35 détente et du réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en éthane (23), et une fraction (17) au moins partiellement évaporée issue de la détente et du



épurée par distillation pour récupérer de l'éthylène et de l'éthane.

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, caractérisé en ce que le gaz de pyrolyse (1) est un gaz de pyrolyse d'éthane ou de mélange éthane/propane et en ce que la deuxième fraction gazeuse de tête (44) issue du déméthaniseur est mélangée avec le gaz de pyrolyse (1) sans récupération d'éthylène, pour un nouveau traitement en mélange avec le gaz de pyrolyse (1) à l'étape (a).

8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, caractérisé en ce que la teneur en hydrogène du premier courant de tête gazeux (31) issu du dééthaniseur est augmentée par l'ajout d'hydrogène (27) provenant de la tête d'un séparateur (22 ou 22A) d'un fluide partiellement condensé (24C), ledit fluide (24C) provenant de la réfrigération dans une zone d'échange de chaleur (26) du fluide résiduel gazeux (24) provenant de la réfrigération dans les zones d'échange de chaleur successives (2, 6, 9, 20) du gaz de pyrolyse (1).

9. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 8, caractérisé en ce que l'on recycle une partie de la deuxième fraction liquide de fond (43) provenant du déméthaniseur vers le dééthaniseur, de manière à réduire la concentration en acétylène du premier courant de tête gazeux (31) issu du dééthaniseur.

10. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, caractérisé en ce que l'étape (d) est mise en oeuvre par extraction de l'acétylène au moyen d'un solvant.

11. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la concentration en monoxyde de carbone contenu dans le premier courant de tête gazeux (31) a un effet modérateur sur la vitesse de la réaction catalysée dans la zone d'élimination d'acétylène (R1).

12. Gaz enrichis en hydrogène et/ou méthane et/ou hydrocarbures supérieurs obtenus par le procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes.

13. Produit enrichi en éthylène obtenu par le  
5 procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes.

14. Installation de fractionnement d'un gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) renfermant de l'hydrogène et des hydrocarbures, notamment des hydrocarbures de  $C_1$  à  $C_3$ ,  
10 incluant de l'éthylène, du propylène et de l'acétylène, en au moins un courant enrichi en hydrogène et/ou méthane, au moins un courant enrichi en éthylène et appauvri en acétylène et au moins un courant enrichi en propylène, caractérisée en ce qu'elle contient:

15 a) des moyens pour refroidir et liquéfier progressivement ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) sous pression par passage dans une série de zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) de plus en plus froides, des moyens pour séparer dudit gaz de  
20 pyrolyse (1) au moins un condensat après passage dans chaque zone d'échange de chaleur, l'un au moins des condensats (15) étant enrichi en propylène et au moins un autre condensat (23) étant enrichi en éthylène et en éthane et renfermant en solution une proportion mineure  
25 d'hydrogène, de méthane et d'acétylène, et des moyens pour collecter le gaz résiduel (27), riche en hydrogène,

b) des moyens pour évaporer au moins en partie, par abaissement de la pression, le condensat enrichi en éthylène et en éthane (23) et le condensat enrichi en  
30 propylène (15) et des moyens pour les réchauffer indépendamment dans au moins une desdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20) par échange thermique avec des fluides à refroidir, pour fournir respectivement une fraction (25) au moins partiellement évaporée issue de la  
35 détente et du réchauffement de la fraction enrichie en éthylène et en éthane (23), et une fraction (17) au moins partiellement évaporée issue de la détente et du

réchauffement de la fraction enrichie en propylène (15), de façon à fournir au moins une partie du froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) lors de son passage successif dans lesdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20),

5 c) des moyens pour introduire les fractions au moins partiellement évaporées (17, 25) issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation (C1) appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane (25) étant admis en un point de la dite partie de colonne de distillation (C1) plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène (17), ladite partie de 10 colonne de distillation (C1) fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de 15 l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide (18) enrichi en propylène qui est collecté,

d) des moyens pour envoyer le premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et éthane provenant 25 de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène (R1) par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant de tête gazeux (31), pour fournir un courant (36) essentiellement exempt 30 d'acétylène et

e) des moyens pour refroidir et fractionner, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur (C2), le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène (36) issu de l'étape (d) en une 35 deuxième fraction gazeuse de tête (44), enrichie en hydrogène et/ou méthane qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond (43), enrichie en

éthylène et éthane et essentiellement exempte d'acétylène  
qui est également collectée.

CABINET WEINSTEIN  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75008 PARIS

MICHEL THINAT

réchauffement de la fraction enrichie en propylène (15), de façon à fournir au moins une partie du froid nécessaire au refroidissement et à la liquéfaction progressives d'au moins ledit gaz issu de la pyrolyse d'hydrocarbures (1) lors de son passage successif dans lesdites zones d'échange de chaleur (2, 6, 9, 20),

5 c) des moyens pour introduire les fractions au moins partiellement évaporées (17, 25) issues de l'étape (b) dans une partie d'une colonne de distillation (C1) appelée dééthaniseur, le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en éthylène et en éthane (25) étant admis en un point de la dite partie de colonne de distillation (C1) plus élevé que le condensat au moins partiellement évaporé enrichi en propylène (17), ladite partie de 10 colonne de distillation (C1) fonctionnant dans des conditions de température et pression permettant de séparer, dans une partie supérieure, un premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et éthane renfermant, en proportion mineure, de l'acétylène, de 15 l'hydrogène et du méthane, et dans une partie inférieure, un premier courant de fond liquide (18) enrichi en propylène qui est collecté,

d) des moyens pour envoyer le premier courant de tête gazeux (31) enrichi en éthylène et éthane provenant 25 de l'étape (c) dans une zone d'élimination d'acétylène (R1) par extraction au solvant et/ou par hydrogénation sélective de l'acétylène au moyen de l'hydrogène contenu dans ledit premier courant de tête gazeux (31), pour fournir un courant (36) essentiellement exempt 30 d'acétylène et

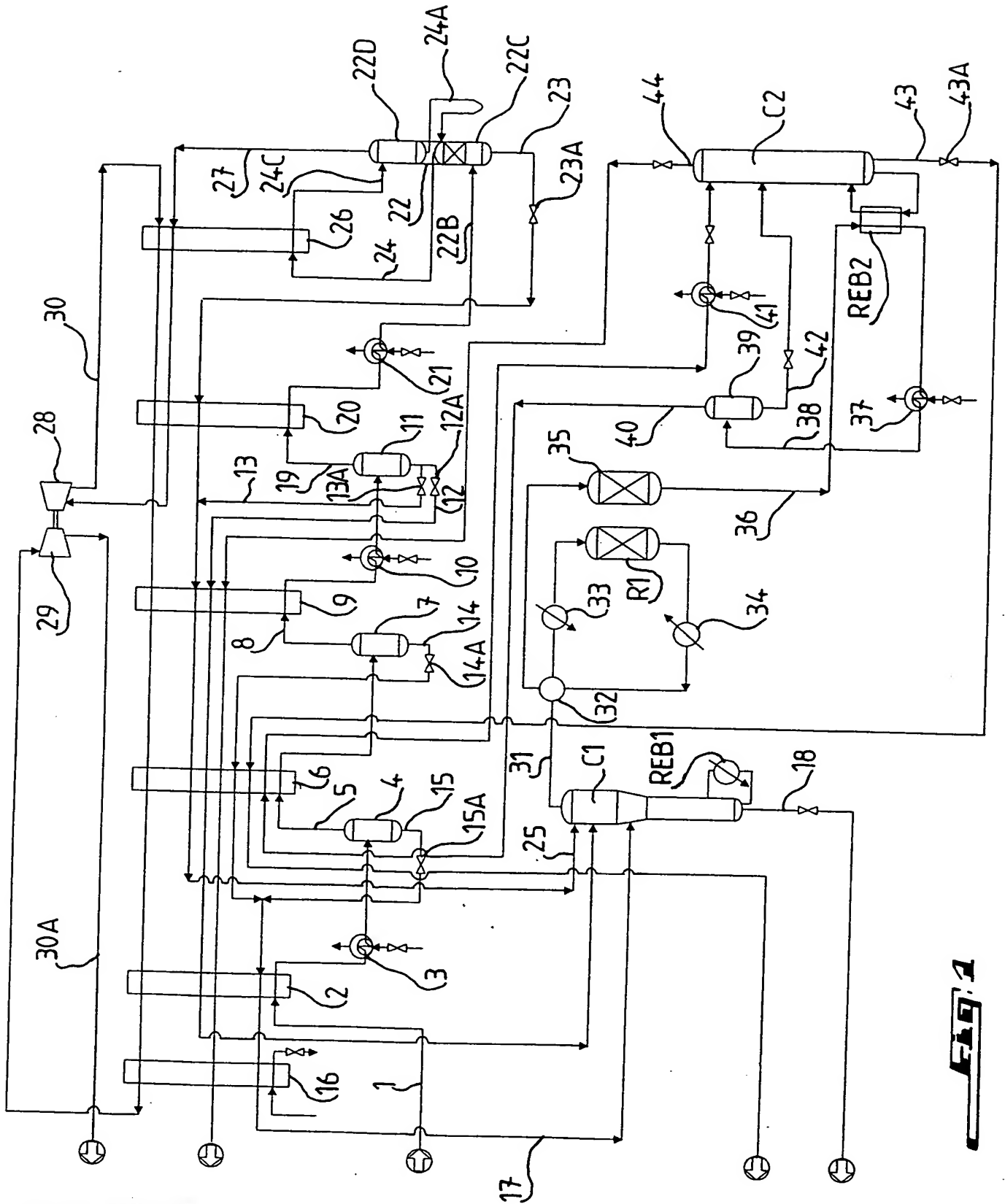
e) des moyens pour refroidir et fractionner, dans une partie d'une colonne de distillation appelée déméthaniseur (C2), le courant gazeux essentiellement exempt d'acétylène (36) issu de l'étape (d) en une 35 deuxième fraction gazeuse de tête (44), enrichie en hydrogène et/ou méthane qui est collectée, et une deuxième fraction liquide de fond (43), enrichie en

M

éthylène et éthane et essentiellement exempte d'acétylène  
qui est également collectée.

**CABINET WEINSTEIN**  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75008 PARIS

**MICHEL THINAT**



MICHEL THINAT

CABINET WEINSTEIN  
Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75008 PARIS

ORIGINAL

1

ORIGINAL

CABINET WEINSTEIN

Conseils en Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75008 PARIS

MICHEL THINAT

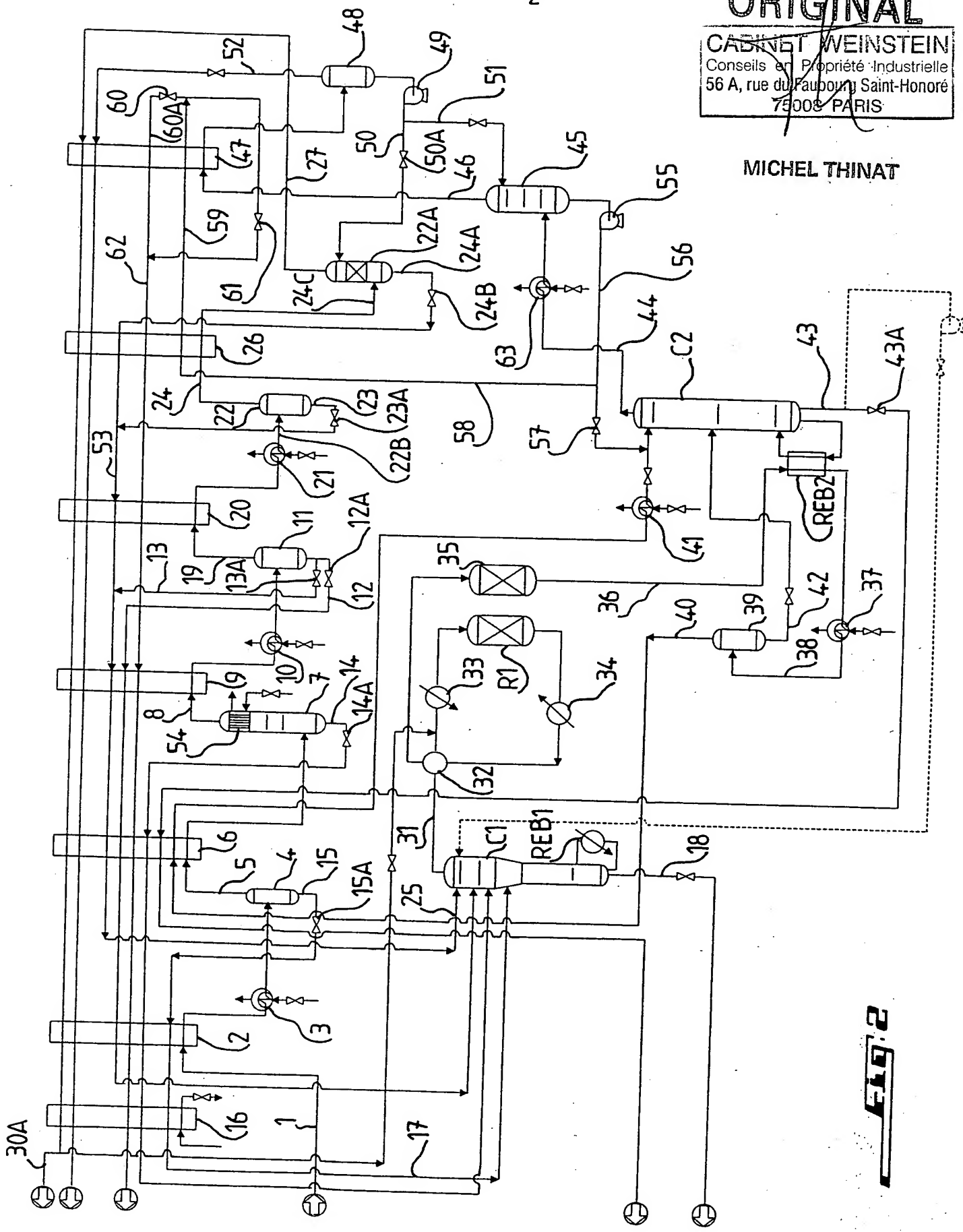
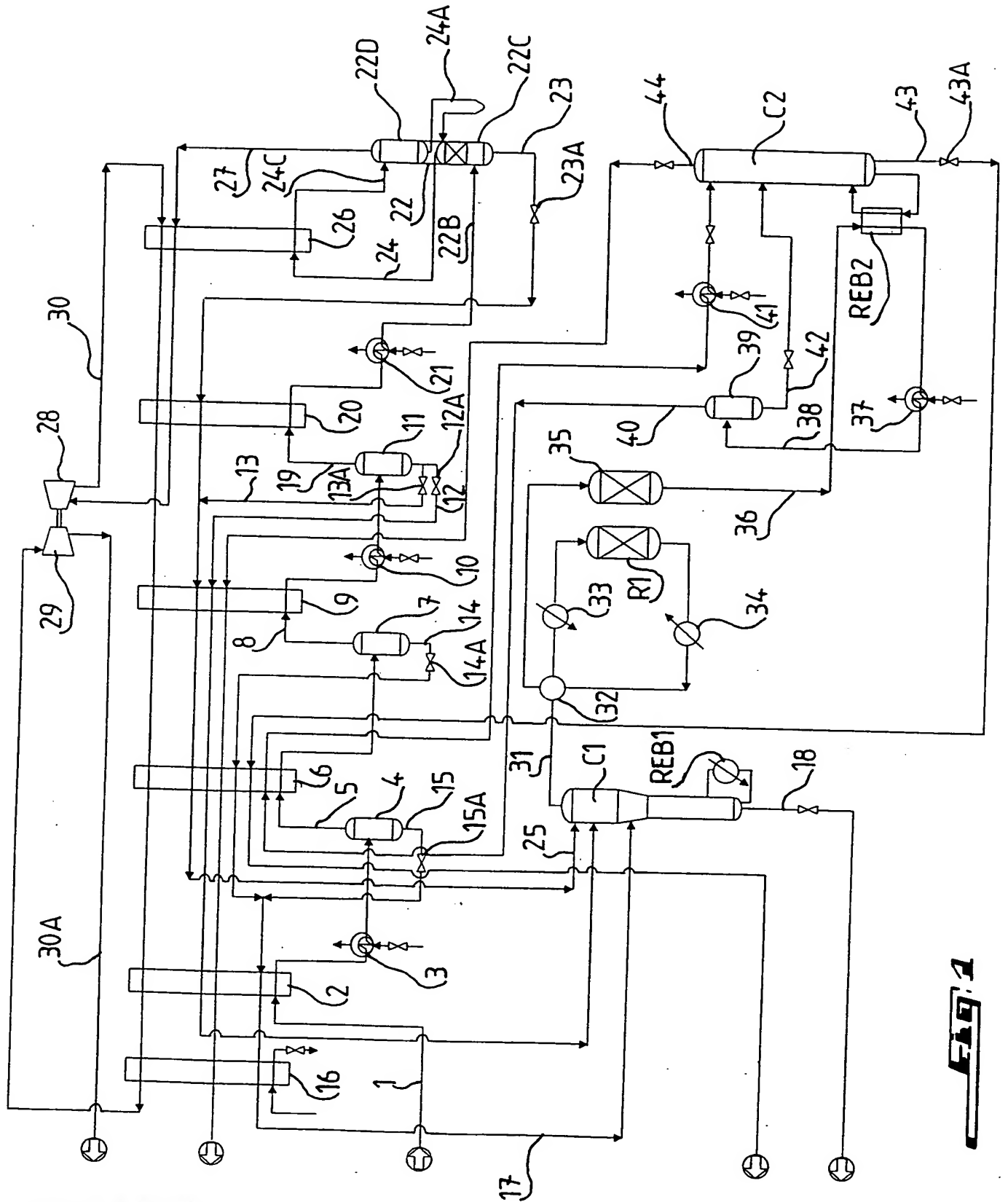


FIG. 2





MICHEL THINAT

**CABINET WEINSTEIN**  
 Conseils en Propriété Industrielle  
 56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
 75008 PARIS

**ORIGINAL**

**EPG 1**

ORIGINAL

CABINET WEINSTEIN  
Conseils et Propriété Industrielle  
56 A, rue du Faubourg Saint-Honoré  
75008 PARIS

MICHEL THINAT

